А.И. Ершов, М.Ф. Шнайдерман

ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ СКОРОСТНЫХ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ С ВЗАИМОДЕЙСТВИЕМ ФАЗ В ЗАКРУЧЕННОМ ПОТОКЕ

Одним из способов увеличения производительности современных тепломассообменных аппаратов является применение контактных устройств с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке [I].

Такие устройства (рис. I) устойчиво работают при скоростях на сечение колонны в диапазоне $3 < F < 8$, где $F = w\sqrt{\rho}$. При этом обеспечивается достаточно высокая эффективность массообмена и хорошая сепарация фаз, но возрастает гидравлическое сопротивление и металлоемкость.

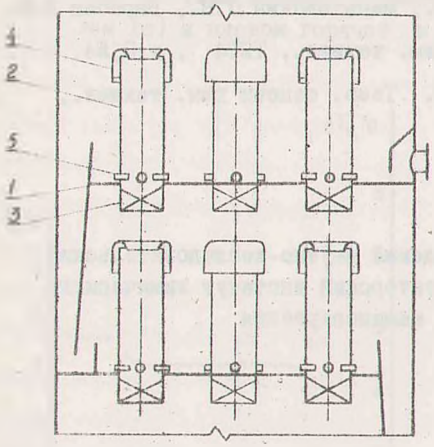

Рис.I. Тепломассообменный аппарат с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке:
I – тарелка, 2 – контактный патрубок, 3 – закручиватель, 4 – сепарационный колпачок, 5 – радиальные трубки для подвода жидкости

Попытки найти оптимальный вариант данной конструкции, а также сравнить ее с другими известными массообменными тарелками предпринимались неоднократно. Однако такое сравнение проводилось в большинстве случаев по одному или нескольким параметрам и не учитывало другие не менее важные показатели.

В [2] и других работах получены эмпирические и полуэмпирические зависимости для расчета отдельных гидродинамических и массообменных параметров взаимодействующих фаз внутри контактных элементов и на тарелке.

Представляло интерес осуществить комплексный расчет тарелки, чтобы учесть

взаимное влияние различных параметров. Блок-схема расчета представлена на рис. 2.

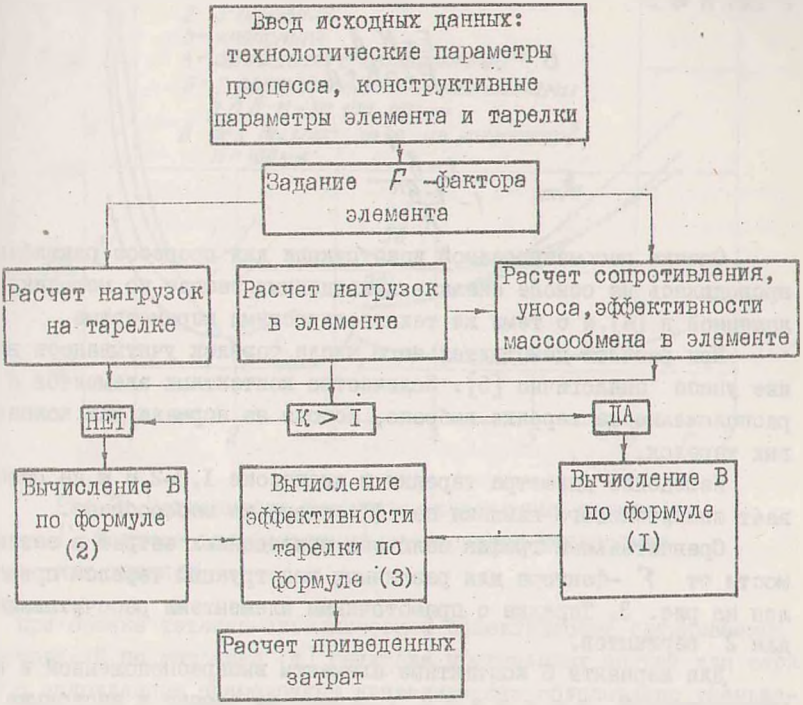

Рис. 2. Блок-схема расчета эффективности массообмена тарелки с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке

Эффективность тарелки рассчитывалась с помощью зависимостей, предложенных в [3]. Учитывая, что для рассматриваемых ступеней перемешивание жидкости по высоте слоя значительно меньше, чем для барботажных тарелок, выражение для эффективности тарелки можно упростить.

Тогда для $K \geqslant 1$

$$B = \frac{E_x n K + \lambda (1 - E_x)}{\lambda (K-1) E_x + E_x n K + \lambda}, \qquad (1)$$

а для $K \leqslant 1$

$$B = 1 - \frac{E_x K \lambda}{E_x n K + \lambda}, \qquad (2)$$

$$E_{mL} = \frac{1 - B^n}{1 - \frac{1 - B^n}{\lambda}}. \qquad (3)$$

Оценка рассматриваемой конструкции для процесса ректификации проводилась на основе анализа приведенных затрат по методике, предложенной в [4], и с теми же технологическими параметрами.

При расчете действительного числа тарелок учитывалось влияние уноса аналогично [5]. Количество контактных элементов и их расположение на тарелке выбрано, исходя из нормали для колпачковых тарелок.

Изменение диаметра тарелки в диапазоне 1,2–2,8 м не оказывает значительного влияния на эффективность массообмена.

Сравнительный график величины приведенных затрат в зависимости от F -фактора для различных конструкций тарелок представлен на рис. 3. Тарелка с прямоточными элементами рассчитывалась для 2 вариантов.

Для варианта 6 контактные элементы вышерасположенной и нижерасположенной т а р е л о к установлены соосно и настолько близко друг относительно друга, что устраняют потери энергии на вход и выход газа из контактных элементов.

Из графика следует, что для тарелок с закрученным прямоточным движением фаз, так же как и для барботажных, существует экстремум функции приведенных затрат $П_з = f(F)$. То есть, несмотря на то, что эти аппараты могут работать и при $F > 8$, такие режимы работы оказываются в большинстве случаев экономически нецелесообразными. Функция $П_з = f(H)$ при $F = const$ также имеет экстремум. Оптимальные значения F и H зависят о т большого числа

гидродинамических и тепломассообменных параметров, и их необходимо рассчитывать для каждого конкретного случая.

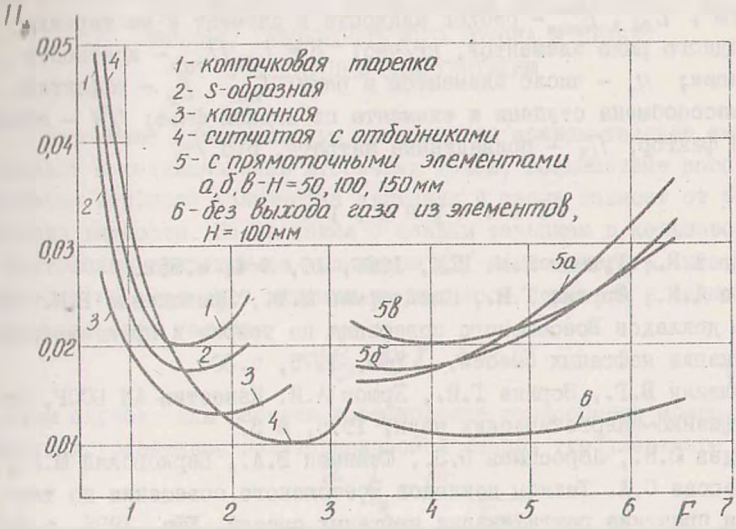

Рис.3. Зависимость величины приведенных затрат от F -фактора для различных конструкций массообменных тарелок

При оценке технико-экономической эффективности сравниваемых конструкций по методике [4] снижение приведенных затрат для тарелок с закрученным прямоточным движением фаз обусловлено уменьшением металлоемкости корпуса. Одновременно с уменьшением диаметра аппарата в 1,5-2 раза снижаются приведенные затраты и по другим показателям, например, на тепловые потери в окружающую среду, размеры производственных площадей, затраты на строительные сооружения.

Тем не менее даже без учета этих показателей во всем диапазоне изменения F -фактора рассматриваемая конструкция тарелки не уступает ситчатой с отбойниками.

Обозначения

W – среднерасходная скорость газа, м/сек; ρ – плотность газа, кг/м^3; $L_{эл}$, $L_{тар}$ – расход жидкости в элемент и на тарелку вдоль одного ряда элементов, кг/час; $K = L_{эл}/L_{тар}$ – кратность циркуляции; n – число элементов в ряду; E_{mL}, E_x – эффективность массообмена ступени и элемента по жидкой фазе; $1/A$ – абсорбционный фактор; $П_з$ – приведенные затраты, руб./т.

Литература

1. Ершов А.И., Гухман Л.М. ИФЖ, 1966, 10, № 4, с.552.
2. Ершов А.И., Зорина Г.И., Шнайдерман М.Ф., Прокопенко В.И. Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей, Уфа, 1975, с.304.
3. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. Известия АН БССР, серия физико-энергетических наук, 1975, № 3.
4. Лебедев Ю.Н., Абросимов Б.З., Шейнман В.А., Берковский М.А., Кузнецова С.А. Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей, Уфа, 1975, с.265
5. Скобло А.И., Трегубова И.А., Егоров Н.Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, М., Гостоптехиздат, 1962.

Белорусский технологический
институт им.С.М.Кирова